



公開特許公報

特 許 願 (3)

昭和48年8月3日

特許庁長官 斎藤英雄殿

1. 発明の名称 **排煙脱硫方式**
 2. 発明者 **古田 功 (ほか3名)**
 住 所 **東京都三鷹市下連雀7丁目13番12号**
 氏 名 **古田 功 (ほか3名)**

3. 特許出願人
 住 所 **神戸市灘区脇浜町1丁目3番18号**
 氏 名 **(119) 株式会社 神戸製鋼所**
 代表者 **井上 義海**

4. 代理人 **577**
 住 所 **大阪府東大阪市御所1013番地 電話(06) (781) 3435 番 (782) 6917 番**
 氏 名 **(6174) 弁理士 安田 敏 雄**

5. 添付書類の目録

- (1) 明 細 書 1 通
 (2) 図 面 1 通
 (3) 願 書 副 本 1 通
 (4) 委 任 状 1 通
 (5) 出願審査請求書 1 通

48-087814



頁 1

明 細 書

1. 発明の名称
- 排煙脱硫方式**

2. 特許請求の範囲

1. SO_2 ガスと CO_2 ガスを含む排ガスを洗浄する方式であつて、上記排ガスが給送される第1洗浄塔と CaSO_3 (又は MgCO_3) サイクル槽とがその順序で循環する閉路と、上記第1洗浄塔と第2洗浄塔およびシクナーがその順序で循環する閉路と、第2洗浄塔とシクナー並びにアルカリ循環槽がその順序で循環する閉路とに夫々構成されており、上記第1洗浄塔に給送された排ガスが上記シクナーから給送された清澄吸収液並びに CaSO_3 (又は MgCO_3) サイクル槽よりの酸性サイクル液で洗浄されると共に、この洗浄された排ガスを第2洗浄塔に給送しこの第2洗浄塔をもつてその排ガスを Ca (又は Mg) の塩化物水溶液を溶媒としかつ、これと同系のアルカリ剤を溶解せしめた清澄吸収液に接触させる一方、これによつて生成された CaCO_3 (又は MgCO_3)、 CaSO_3 (又は MgSO_3) を上記シクナーにて濃縮

①特開昭 50-36374

④公開日 昭50.(1975) 4 5

②特願昭 48-87814

②出願日 昭48.(1973) 8 3

審査請求 未請求 (全4頁)

庁内整理番号 6939 4A

6512 4A 5837 4I

6415 4A

⑤日本分類

13(7)B611

13(7)A11

13(9)F2

15 C3

⑤Int. Cl²

B01D 53/16

B01D 53/34

B01J 1/00

C01B 17/96

BEST AVAILABLE COPY

後、スラリー状態で第1洗浄塔に給送し、そのシクナーでの清澄吸収液はアルカリ循環槽を介して第2洗浄塔に給送し、この清澄吸収液をもつて排ガスを最終的に洗浄することを特徴とする排煙脱硫方式。

3. 発明の詳細な説明

この発明は SO_2 ガスと CO_2 ガスとを含む例えばボイラー排煙中のガス成分を洗浄する湿式脱硫方式に関する。

従来、排煙脱硫方式としては数多くの手段が提案されており、安定に脱硫する脱硫剤としてアルカリ液がある。このアルカリ液で脱硫すれば SO_2 ガス吸収以上に CO_2 ガスを吸収することが明確になつており、このことはボイラー排煙中のガス成分として CO_2 ガス濃度が10%、 SO_2 ガス濃度が1500ppmの組成であることからみても明らかとされている。

また、排煙中の SO_2 ガスと CO_2 ガスを洗浄を同一系統で実施しようとした場合、 SO_2 ガス吸収の pH 域と CO_2 ガス吸収の pH 域をその系統の選択

において変えるように考慮する必要があり、可能ではあるけれども実質的にはその pH 域の調整は困難である。即ち、液中の炭酸イオンはガス中の 10% CO_2 と平衡にあるため、ボイラーの如き大量の排ガスができる場合、その大量のガスを処理しようとする、これに対応して大量の液で吸収することになるから、これは炭酸イオンとして含有するにしても絶対値として莫大なアルカリロスになつてゐる。

この発明は上記のような点に鑑みて案出されたものであり、Ca 又は Mg の塩化物水溶液を溶媒としかつこれと同系のアルカリ剤を溶解せしめた混合液 ($\text{CaCl}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2$ 又は $\text{MgCl}_2 + \text{Mg}(\text{OH})_2$ 混合液) でもつて脱硫させると共に、その効果を増すために従来法で実施されていたアルカリ循環液の中から一部抜き出して第 1 洗浄塔 (酸塔) に導くのではなく、アルカリ循環槽で固形分を充分濃縮した後、抜き出すことにより伴量されるアルカリ量と CaCO_3 (又は MgCO_3) との量をできるだけ少なくすることをその第 1 の目的とし、加えて、

生成された CaCO_3 (又は MgCO_3)、 CaSO_4 (又は MgSO_4) を上記シツクナーにて濃縮後、スラリー状態で第 1 洗浄塔に給送し、そのシツクナーでの清澄吸収液はアルカリ循環槽を介して第 2 洗浄塔に給送し、この清澄吸収液をもつて排ガスを最終的に洗浄することを特徴とするものである。

以下、この発明の具体的構成を添附の図面を参照して説明すると、第 1 図にはこの発明方式のフローシートが示されている。尚以下の説明については Ca 系についてのみ説明する。同第 1 図において、(1) は SO_2 ガスと CO_2 ガスを含む排ガス (3) を洗浄する酸塔としての第 1 洗浄塔、(2) はサイクル槽であり、これらはその順序で酸性サイクル液が循環する閉路を構成するように導管 (3) (3a) が連通してある。(4) はアルカリ塔としての第 2 洗浄塔、(5) はそのシツクナーを示し、第 1 洗浄塔 (1) と第 2 洗浄塔 (4) は第 1 洗浄塔 (1) よりでた排ガスを導管 (6) で給送し、その排ガスは $\text{CaCl}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2$ の混合液から得た清澄吸収液と接触され、清澄ガス (3') として同塔 (4) より系外に出され、第 2 洗浄塔 (4) より生

この $\text{CaCl}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2$ 又は $\text{MgCl}_2 + \text{Mg}(\text{OH})_2$ の混合液を吸収剤とするに際して、その混合液の利点を有効に利用すべくアルカリ循環液としてスラリー状でなく清澄液でサイクルするようにしたものを提供しようとするものである。

従つて、この発明では SO_2 ガスと CO_2 ガスを含む排ガスを洗浄する方式であつて、上記排ガスが給送される第 1 洗浄塔と CaSO_4 (又は MgCO_3) サイクル槽とがその順序で循環する閉路と、上記第 1 洗浄塔と第 2 洗浄塔およびシツクナーがその順序で循環する閉路と、第 2 洗浄塔とシツクナー並びにアルカリ循環槽がその順序で循環する閉路とに夫々構成されており、上記第 1 洗浄塔に給送された排ガスが上記シツクナーから給送された清澄吸収液並びに CaSO_4 (又は MgCO_3) サイクル槽よりの酸性サイクル液で洗浄されると共に、この洗浄された排ガスを第 2 洗浄塔に給送しこの第 2 洗浄塔をもつてその排ガスを Ca (又は Mg) の塩化物水溶液を溶媒としかつ、これと同系のアルカリ剤を溶解せしめた吸収液に接触させる一方、これによつて

成された CaSO_4 と CaCO_3 は導管 (7) を介してシツクナー (5) に給送され、そのシツクナー (5) で CaSO_4 と CaCO_3 の固体分は濃縮沈降されて、スラリー状態で導管 (8) を介して第 1 洗浄塔 (1) に給送されるようになつており、従つて、第 1 洗浄塔 (1)、第 2 洗浄塔 (4) 並びにシツクナー (5) は導管 (6) (7) (8) をもつてその順序で循環される閉路構成とされている。

(9) はアルカリ循環槽であり、導管 (10) を介してアルカリ調合液が給送されてアルカリ度を調合しており、上記シツクナー (5) での上澄液である清澄吸収液が導管 (11) を介してそのアルカリ循環槽 (9) に給送され、このアルカリ循環槽 (9) と第 2 洗浄塔 (4) を導管 (12) で連通させ、従つて、第 2 洗浄塔 (4)、シツクナー (5) 並びにアルカリ循環槽 (9) が導管 (7) (10) (12) をもつてその順序で循環する閉路に構成されている。従つて、第 1 洗浄塔 (1) に SO_2 と CO_2 を含有した排ガス (3) を給送するとその排ガス (3) は導管 (3) よりの酸性サイクル液 (CaSO_4) と導管 (8) からの給送される抜き出し液中に含まれている $\text{Ca}(\text{OH})_2$ および CaCO_3 でもつて SO_2 を吸収し、 CaSO_4 は導管 (3a)

を介してサイクル槽(2)に抜き出され、その一部を導管(3)をして酸性サイクル液として排ガス(3)の洗浄に供されその大部分は導管(3)にて抜き出されるのである。

つまり、この第1洗浄塔(1)では導管(8)を介して給送される抜き出し液中に含まれてくる $\text{Ca}(\text{OH})_2$ および CaCO_3 でもつて SO_2 を吸収し、投入したアルカリをロスなしで排出すべく吸収操作するのであり、 CaCO_3 については投入したアルカリが第2洗浄塔(4)にて少量ではあるけれども吸収して生成されるが、そのまま排出せしめると、原単位を悪くするので第1洗浄塔(1)で脱炭酸させて原単位の向上が図れるのである。このようにして、第1洗浄塔(1)にて洗浄された排ガスはその第1洗浄塔(1)より第2洗浄塔(4)に導管(6)を介して給送され、その第2洗浄塔(4)で清澄吸収液つまり、 CaCl_2 と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の混合溶液より得た清澄吸収液にて洗浄され清浄ガス(3)としてその第2洗浄塔(4)から系外に排出されるのである。

この第2洗浄塔(4)において生成される CaSO_3 と

な負荷が作用するのに対し、この発明ではアルカリ原単位のロスに関して充分の効果が得られるのであり、その吸収液も清澄吸収液であるためサイクルトラブルが解消できる等その工業的価値は著大である。

次に、この発明における実施例を示すと下記の通りである。

実施例の1、

ガス量 100 l/min 、ガス温度 50°C 、ガス中 SO_2 濃度 1500 ppm 、ガス中 CO_2 濃度 10% のシミュレーションガスで行なつたテスト結果が第2図に例示され、同図において(a)曲線が脱硫率、(b)曲線が脱炭酸率を示しており、その時の吸収液としては CaCl_2 25～35%水溶液であり、これにアルカリ調整剤として $\text{Ca}(\text{OH})_2$ を用いた。第2図を参照すると明示されるように、 $\text{CaCl}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2$ 混合液に対してアルカリ洗浄は高アルカリでいいとしても、第1洗浄塔は pH 3～5の範囲で操作すれば CO_2 ガスを充分放散する一方 SO_2 ガスをまだまだ吸収する能力を持っていること

CaCO_3 は導管(7)を介してシクナー(5)に抜き出されてそのシクナー(5)で CaSO_3 と CaCO_3 の固体分は濃縮沈降されてスラリー状態下で導管(8)を介して第1洗浄塔(1)へ給送されて、脱炭酸および伴量 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ の原単位向上に供されるのであり、一方シクナー(5)の上澄液は導管(10)を介してアルカリ循環槽(9)を経てアルカリサイクル液つまり清澄吸収液として導管(10)で第2洗浄塔(4)にサイクルするのであり、この際、導管(10)より給送されたアルカリ調合液でもつてアルカリ度を調合されるのである。

この発明は以上の通りであつて、従来法がシクナーおよびアルカリ調合槽をひとつの槽にまとめていたので一旦スラリーを充分濃縮させたとしてもそのシクナーからの抜き出し液へ流出するアルカリは莫大な量となり、いかに本発明の CaCl_2 と $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 又は MgCl_2 と $\text{Mg}(\text{OH})_2$ の混合液を脱硫剤として利用したとしてもそのアルカリロスは免れることができず、この結果、原単位向上を果すために設定した第1洗浄塔での脱炭酸能力に非常

がわかる。

実施例の2

ボイラー排ガス量 $1000\text{ Nm}_3/\text{Hr}$ 、ガス温度 70°C 、 SO_2 ガス濃度 1500 ppm 、 CO_2 ガス濃度 10% の排ガスで脱硫テストをこの発明による場合とスラリーアルカリ運転による場合とで比較して見た。この時のアルカリ洗浄部(第2洗浄塔)での吸収液は CaCl_2 25～35%、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 最高 0.7% で pH 約9.5で、また、第1洗浄塔は実施例1の結果から pH 3～6で運転され、その第1洗浄塔へ供給するスラリー濃度は約5～10重量%で行なつた。

